

Verslag  
Fabrieksschema.

Salpeterzuurfabriek.

BC Hg.  
Smit T<sub>5</sub>

Inleiding.

Voor de fabricage van salpeterzuur ging men vroeger uit van nitraten (Chilisalpeter), die men behandelde met geconcentreerd H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Deze verouderde methode heeft men verlaten, ze heeft plaats gemaakt voor:

de oxydatie vanuit luchtstikstof en waterstof verkregen ammoniak.

Het omgekeerde proces: nu maakt men nitraten-kunstmest uit salpeterzuur.

De oxydatie van NH<sub>3</sub> kan op verschillende methoden plaats vinden. Het voornaamste onderscheid tussen de diverse methoden is het gebruik van verschillende werkdrukken:

1. het 1-atmosfeer-proces is het oudste: Alle reacties spelen zich af bij atmosferische druk, t.w.

a.  $4 \text{ NH}_3 + 5 \text{ O}_2 \rightleftharpoons 4 \text{ NO} + 6 \text{ H}_2\text{O} + 216.700 \text{ cal.}$ , die onder invloed van een katalysator in een reactor bij 800 - 900°C plaats vindt. Meestal is dit een Pt-katalysator, maar in Duitsland werd ook gebruik gemaakt van Co-oxyde e.d.

en is dus  
verouderd

1029

- b.  $2 \text{ NO} + \text{O}_2 \rightleftharpoons 2 \text{ NO}_2 + 26.900 \text{ cal}$ ; deze reactie treedt op in de afkoelende gassen.
- c.  $6 \text{ NO}_2 + 2 \text{ H}_2\text{O} \rightleftharpoons 4 \text{ HNO}_3 + 2 \text{ NO} + 65.060 \text{ cal}$ , welke bij  $25^\circ\text{C}$  in een absorptie apparaat uitgeoerd wordt. Alle reacties zijn exotherm - zie boven -.

2. Dupont-proces: Alle reacties vinden plaats bij ca. 10 atm. druk. Dit biedt voordelen in de absorptiesectie (reacties b en c). Daar staat tegenover, dat er voorzieningen getroffen moeten worden om de grote energie onkosten (compressie!) van dit proces zo klein mogelijk te houden. Bovendien zijn een hogere reactortemperatuur en extra- Pt-verlies onvermijdelijk. (1, 2)
3. "Gemengde druk-proces". Bij dit proces wordt alleen daar druk toegepast, waar dit grote voordelen oplevert - bij de reacties b en c in de absorptiesectie -. Ook hier heeft men te maken met grote energie onkosten en tevens worden er hoge eisen aan de compressoren gesteld, die <sup>een</sup> gasmengsel o.a. bestaande uit stoom en nitreuze dampen moeten verwerken. Dit proces wordt toegepast bij de Staatsmijnen in Limburg. (11)
4. Montecatini-proces: Alle reacties vinden bij ca 3 atm plaats. Het voordeel is hier de lagere temperatuur en het lagere Pt-verlies dan bij Dupont, gepaard gaande met voldoende druk voor goede absorptie. De nadelen liggen op het gebied der energie terugwinning door de relatief lage druk. (6)
5. Fauser-proces: Een hoge-druk proces, dat geconcentreerd  $\text{HNO}_3$  als eindproduct levert. (3)

6. 50 atm-.processen: Deze zijn in Rusland voorgesteld, doch er is weinig over bekend.

Op al deze processen bestaan vele variaties, zodat het aantal mogelijkheden groot is.

Naast de processen berustende op de oxydatie van ammoniak heeft men de stikstofoxydatie processen o.a. Birkeland en Eyde (oud) en Wisconsin (nieuw). Op deze processen wordt niet verder ingegaan.

*Ammoniak  
mit?*

#### Proceskeuze.

Wanneer we een keuze gaan doen uit de verschillenprocessen dienen we ons in de eerste plaats af te vragen, waar ons product voor gebruikt wordt en waar mogelijkheden voor afzet zijn.

Sapeterzuur wordt voornamelijk gebruikt in de kunstmest- en in de springstofindustrie. Heeft de laatste alleen maar interesse in geconcentreerd  $\text{HNO}_3$ , de eerste neemt genoeg met verdund  $\text{HNO}_3$  bij de productie van nitraten.

De springstofindustrie heeft alleen in een oorlogstoestand een belangrijke expansie, de kunstmestindustrie daarentegen breidt zich nog steeds ononderbroken uit, niet alleen, omdat weinig ontwikkelde landen hun landbouw vernieuwen, maar ook, omdat landen met een hoog kunstmestverbruik, zowel de USA als de landen van West-Europa nog steeds hun behoeften hieraan zien groeien.

Tabel I

Consumptie N-mesten

(in 5000 metrieke tonnen N)

	54/55	55/56	56/57	57/58
Denemarken	76.1	98.7	90	82
Frankrijk	347.9	381.1	415	470
Duitsland	452.5	470.1	500	550
Italië	237.9	244.8	250	280
Nederland	187	182.9	184	195
Noorwegen	35.6	35.4	38.6	40
Engeland	252.2	296	305	320
Totaal OEEB	1.924.8	2.027	2.136.9	2.294
Spanje	142.7	184.3	202.7	-
USA	1.778.6	1.880	1.900	-

Uit: Fertilisiers, production, consumption, price and trade, in Europe and USA, 1954 - 1957.

Uitgave OEEC, Parijs

Een jaarlijkse aanwas van ca. 100.000 ton N in het OEEB-gebied is een goede <sup>enc.</sup> b~~an~~dering van de toenemende Europese behoeften. Men mag dus verwachten, dat, terwijl de vraag naar HNO<sub>3</sub> voor springstoffabricage geheel geconsolideerd is, de kunstmestindustrie telkens weer nieuwe mogelijkheden tot afzet zal bieden. Men dient dus zijn productie op de behoeften van de kunstmestmarkt af te stellen. Het ligt voor de hand, dat men dan overgaat tot de - goedkopere - productie van 60 % - HNO<sub>3</sub>.

*Andere informatie -  
van 1/5/57*



is het niet:  
hogere druk  $\rightarrow$  meer temp. + tralier van  
naar toe op Pt - met bij zelfde  
temperatuur  $\rightarrow$  meer kans op  
 $N_2$  vorming  $\rightarrow$  hogere opbrengst

hoe kan men de temp  
verhogen?  
Wat verwacht u dan  
(distributiesnelheid  $\rightarrow$  een half uur)  
hoe gedragen zich daarbij de  
nevenreacties?

Ziet men zich in oorlogstijd gedwongen over te schakelen op springstoffabricage, dan kan men nog altijd overgaan tot het concentreren van 60 % HNO<sub>3</sub> met geconcentreerd H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Deze methode is duurder dan de directe methode (b.v. Fauserproces), maar men dient te bedenken, dat ze in een oorlogseconomie wordt toegepast, wanneer kosten geen bepalende factor zijn.

(Voor de ontwikkeling in de USA zie Comm. & Fin. Chron. 26 juni 1958 p. 5).

Onze keuze is dus nu beperkt tot de methode 1 t/m 4 en deze zal op meer technische gronden berusten dan het voorgaande. Het toepassen van verhoogde druk heeft een gunstige invloed op de ligging van het evenwicht van reacties, waarbij het aantal moleculen in de gasfase tijdens en door de reactie vermindert en bovendien impliceert een verhoogde druk een kleiner volume, dus heeft men om twee redenen een kleinere apparatuur. De eerste reactie:  $4 \text{ NH}_3 + 5 \text{ O}_2 \rightarrow 4 \text{ NO} + 6 \text{ H}_2\text{O}$  is weinig drukafhankelijk: tegenover een door volumeverkleining geringere apparatuur staat een wat slechtere ligging van het evenwicht, waardoor men slechtere opbrengsten krijgt. Dit compenseert men meestal door verhoging van de reactietemperatuur. (4)

*is dit een evenwichtsreactie?*

Om een goede opbrengst (ca 98 %) te krijgen werkt het Dupont-proces (10 atm) bij 950°C, het Montecatini-proces (3 atm) bij 830°C en het 1 atm. proces bij 780°C. Bij deze temperaturen zijn de Pt-verliezen, resp. 1,2 tr.oz./10<sup>5</sup>lbs NH<sub>3</sub>, 0,24 tr.oz./10<sup>5</sup>lbs NH<sub>3</sub> en 0,19 tr.oz./10<sup>5</sup>lbs NH<sub>3</sub>.

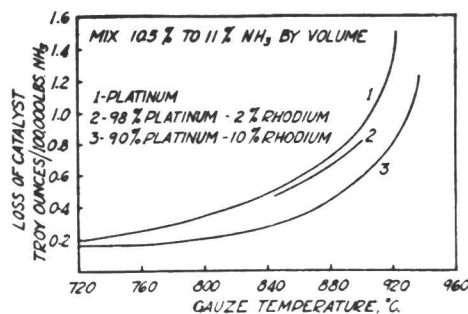


FIGURE 2. EFFECT OF TEMPERATURE ON LOSS OF METAL

fig. 1. Uit: Handforth & Tilly, Ind. & Eng. Chem. (1934) p. 1287

Hieruit volgt, dat voor het 3-atm. proces de extra Pt-verliezen niet van essentieel belang zijn en voor het Dupont-proces wel. De tweede reactie ( $2 \text{ NO} + \text{O}_2 \rightarrow 2 \text{ NO}_2$ ) wordt beter bevorderd door drukverhoging, evenals de laatste, die tevens met absorptie gepaard gaat:  $3 \text{ NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2 \text{ HNO}_3 + \text{NO}$ . Om het absorptieproces handelbaar te maken moet men druk verhogen, - anders krijgt men de enorme installaties als bij het Uhde-proces -, ~~meet men druk verhogen~~, maar dat betekent, dat de brandersectie minder goed werkt en dat reeds in de koeler-condensor  $\text{HNO}_3$  ontstaat (verhoogd absorptievermogen!). Gebruikt men dit zwakke salpeterzuur als absorptievloeistof, dan blijven er teveel nitreuze dampen in het restgas achter. Er zou dus alles voor te zeggen zijn om het eerste gedeelte bij atmosferische druk te laten plaats vinden en het laatste gedeelte onder verhoogde druk. De compressor komt midden in het proces te staan (proces-type 3). De eisen echter, die in dit geval aan de compressor gesteld worden, zijn uitermate hoog. Voorts gaat de compressie gepaard met temperatuursstijging, die juist op dit punt in het proces ongewenst is. Nadelige invloed op de evenwichten en moeilijke, "niet-regeneereerbare koeling". Men moet de compressor dus liever ergens anders plaatsen.

De andere oplossing is het Montecatini-proces: de compressor staat hier op een betere plaats dan in proces 3; de werkdruk staat een goede opbrengst bij niet al te hoge temperatuur nog toe, maar ze zorgt ook voor een goede absorptie, die goedkoop in drums uitgevoerd kan worden. Een nadeel van dit proces is de moeizame energie-terugwinning, doordat de onder lage druk staande restgassen weinig energie op kunnen nemen. Men moet de warmte voornamelijk door stoomproductie afvoeren.

*↓ is het erg?*

*Anders  
v.g.l. pag 13*

Maar proces 3 lijdt aan hetzelfde euvel.

Resumerende, kunnen we dus stellen, dat het 1-atm. proces niet in aanmerking komt wegens de grote investeringskosten in de absorptiesectie, die het proces ook weinig elastisch maken, dat voorts het Dupont-proces moeilijkheden geeft door het vaak verversen van de katalysator en dat de verminderde installatiekosten hooguit de extra - Pt en NH<sub>3</sub>- verliezen en energiekosten goed zullen maken. Het verschil in productiekosten tussen het Montecatini-proces en het gemengde drukproces zal niet groot zijn, maar de compressie van de zorgvuldig gekoelde gasen geeft geen voordelige indruk, temeer daar de benodigde energie niet teruggewonnen kan worden en verder is een duurdere, corrosie-bestendige apparatuur voor de compressor nodig, die ook meer kennis op dit gebied vereist.

De keuze valt dus op het Montecatini-proces.

### Beschrijving van het schema en de apparatuur.

### Productiegrootte.

Uit tabel I blijkt, dat er per jaar ca. 100.000 ton stikstof aan stikstofmeststoffen meer geproduceerd kan worden. Zolang men de productiegrootte belangrijk beneden dit bedrag houdt, is de kans klein, dat men zijn producten slecht of helemaal niet kan afzetten. Anderzijds dient men zijn productie zo groot mogelijk te kiezen, want sommige lasten zijn onafhankelijk of slechts weinig afhankelijk van de grootte - b.v. oprichtingskosten, administratie, sommige zijn wel afhankelijk van de grootte,

*is die w. met?*

maar stijgen lang niet zo snel als de productie-opbrengst: b.v. de installatiekosten nemen met een factor  $a^{0,6}$  toe, indien men de productie  $a$ -maal vergroot. Een grote productie betekent lage vaste kosten. Bovendien is de flexibiliteit van een bedrijf met lage vaste kosten groot; dit is van belang, als de afzet moeilijkheden oplevert en de productie verminderd moet worden. Men moet, als het enigszins mogelijk is, de grootst mogelijke technische uitvoering kiezen.

In ons geval is de grens een reactor met een diameter van 2,8 m. Een grotere diameter is (voorlopig) uitgesloten, omdat het nog niet mogelijk is grotere Pt-netten te vlechten. Wil men toch een grotere productie, dan nemen de vaste lasten voor de reactor en de stoomketel niet met een factor  $a^{0,6}$  toe, maar met een sprong, zodat men gemiddelde toename  $a$  krijgt (fig. 2). De reactor in ons geval verwerkt ca. 5000 ton stikstof per jaar, dat is 5% van de jaarlijkse toename. Men mag aannemen, dat er afzet is voor deze productie.

*Dit impliceert  
de keuze de reactor  
in / grote reactor  
nog niet.*

*...a?  
nee*

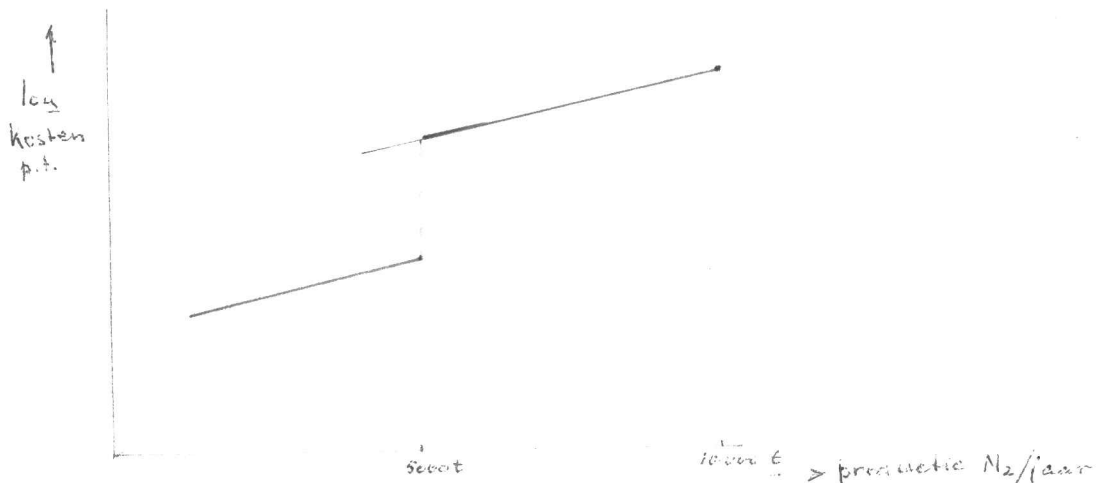


Fig. 2

Vorbewerking.

De benodigde lucht wordt door een turbo-compressor op 3 atm. druk gebracht. De energie wordt door een stoomturbine en een restgasexpansieturbine geleverd. Een electromotor brengt het tekort aan energie op; dat is bij de start 100 %. Na compressie passeert de lucht een filter van gesinterd materiaal om verontreinigingen te verwijderen. De ammoniak wordt geacht door een nabij gelegen ammoniakfabriek op voldoende hoge druk geleverd te worden. Ook de NH<sub>3</sub> moet gefilterd worden - nog beter dan de lucht! De ammoniak is bereid met behulp van Fe-katalysator. Men mag verwachten, dat de NH<sub>3</sub> met ijzeroxyde besmet is. Juist het ijzeroxyde heeft een zeer nadelige invloed op de werking van de Pt-katalysator in het salpeterzuurproces. De oxydatie van NH<sub>3</sub> levert 54.175 cal per mol NH<sub>3</sub>, Dat is voldoende om bij het gebruikte NH<sub>3</sub>-percentage van 11,3 de reactietemperatuur te handhaven, zodat voorverwarming van de lucht niet noodzakelijk is. Lucht en NH<sub>3</sub> worden in een schottenmenger gemengd.

waarom?  
 Anders dan  
 voor verwarmings-  
 in de lucht?

Zie Oede! z.o.z.  
 + g.

kense megen  
 alandelijk toegelicht.

Brander-ketelsectie.

Het gasmengsel komt de brander aan de onderzijde binnen. Dit is een voorzorgsmaatregel om ontijdige verbranding te voorkomen. Het gebruikte gasmengsel ligt weliswaar buiten het explosiegebied, maar men dient toch op zijn hoede te zijn.

ontijdige verbranding  
 voorkome door  
 formelheid prolede  
 verbrandingsomstand.  
 van - dit?

Naar aanleiding van enige verwijzingen naar "Technological Aspects of the catalytic Combustion of Ammonia with Platinum Gauze Elements" door dr. ir. A.P. Oele dient het volgende opgemerkt te worden:

1. Het is aannemelijk, dat er een temperatuursverschil bestaat tussen het net, waarop zich de reactie afspeelt, en de binnenstromende gassen, die zich dan al in demazen van het net bevinden. Evenzo aannemelijk is het, dat hierdoor "vertraging" in het bereiken van de reactietemperatuur ontstaat, hetgeen een slechter rendement ten gevolge heeft. Echter hoe groot deze vertraging is, is moeilijk van te voren te bepalen. Het is dan ook moeilijk te zeggen, welke maatregelen genomen moeten worden in het hier besproken schema, dat geheel op een reactietemperatuur van  $835^{\circ}\text{C}$  is ingesteld (d.w.v. lucht- $\text{NH}_3$  verhouding). Afhankelijk van het temperatuurtekort kan men hier in principe drie dingen doen:

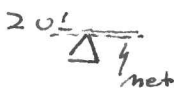
a. Minder lucht toevoeren - dit is maar beperkt mogelijk, want bij 13%  $\text{NH}_3$  ligt de onderste explosiegrens.



b. De luchtcompressor slecht koelen, waardoor de lucht enigszins voorgewarmd wordt - ook hier zijn grenzen, want slechte compressor koeling betekent extra benodigde compressie-energie en extra slijtage aan de compressor.

c. Als a en b niet voldoende zijn moet de lucht voorgewarmd worden, b.v. met de restgassen uit de expansieturbine of anderszins.

Welk van deze drie mogelijkheden hier toegepast zal worden is in eerste instantie een zaak van omstandigheden en kosten.

2. Het is niet duidelijk, wat er in het betrokken artikel op duidt, dat een groot net van drie lagen met een ondersteuning, door deze laatste voorziening een vermindering opbrengst veroorzaakt. Het is natuurlijk zaak, dat het rooster zo weinig mogelijk van het net afdekt. Men kan al veel ruimte vrij houden door de vorm van de roosterstaven gunstig te kiezen b.v.



of 20:  gasstroom, maar b.v. niet 20:  .

Zie  
Oele p. 3-4

De brander heeft een diameter van 2,8 m. De katalysator bestaat uit drie netten van Pt/Rh-gaas met 1024 mazen/cm<sup>2</sup>. Volgens berekeningen van Andrusov (7) zijn drie netten ruim voldoende om een rendement van 98% te krijgen. In dat geval is  $f = \frac{n DZ}{v} = 0,318$ .  $n = 1024$  mazen/cm<sup>2</sup>;  $D =$  diff. coeff. NH<sub>3</sub> in lucht 835°C = ca. 2,0  $z =$  laagdikte in cm en  $v =$  gassnelheid in cm = 55,2. De theoretische laagdikte is dus 0,009 cm. 1 net is 0,006 cm dik, dus twee netten is voldoende. Een derde net dient als reserve. *Doch is ook een verdamping onderwerp!*

De overige 2% wordt omgezet volgens de reactie:



Deze reactie is dus louter een verliespost, maar de reactieproducten maken geen extra voorzieningen verderop in de procesgang noodzakelijk.

De katalysator is Pt met 6,5 Rh. Rhodium maakt de katalysator mechanisch sterker - verminderde "bloemkoolvorming" -, waardoor minder slijtage optreedt. Bovendien neemt het rendement NO toe bij toenemend Rh-gehalte tot ongeveer 6% Rh; daarboven heeft meer Rh weinig invloed meer (5).

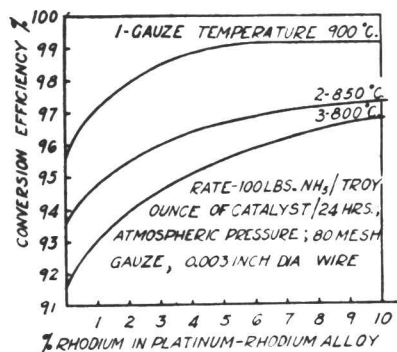


FIGURE 4. EFFECT OF RHODIUM ON CONVERSION EFFICIENCY

fig. 3

Uit: Handforth & Tilley Ind.  
Eng. Chem. 1934, p. 1287



## FABRICAGESCHEMA 4e JAAR.

### RICHTLIJNEN.

Het doel van het fabricageschema is het ontwerpen en beschrijven van een kleine fabriek of van een fabriekseenheid.

In beide gevallen moet het belang van het product worden toegelicht, terwijl in het bijzonder bij het samenstellen van een schema, dat een gedeelte van een groot bedrijf beschrijft, een algemeen overzicht van dit bedrijf moet worden gegeven.

Overweging van : keuze uit verschillende mogelijke processen, grootte van de eenheid en plaats van de fabriek vormen met bovenstaande samen de eerste fase van de uitwerking van de opgave.

Nadat het proces naar werkwijze en grootte is vastgelegd volgt een studie van de chemische en fysische aspecten, welke tezamen de aard van de benodigde apparatuur bepalen. Een grondige literatuurstudie en gebruik van rekenmethodieken, ook t.a.v. de optredende reactie enz. is hier vereist.

Het gebruik alleen van naslagwerken en overzichtsartikelen is niet voldoende. Het kritiekloos overnemen van "flowsheets" is niet gewenst.

Op grond van bovenstaande studie worden de stof- en warmtestromen, benevens temperaturen en drukken in het gehele proces vastgelegd. Daarmee samenhangend kan worden overgegaan tot de keuze van soort en grootte van de apparaten, die aan de gestelde fysische en chemische eisen voldoen. De grootte van de apparaten moet zodanig worden vastgelegd, dat uit de gegevens blijkt, dat de constructie ervan denkbaar is.

Alle bovenstaande overwegingen worden samengevat in een verslag en een tekening. Het verslag moet bij voorkeur getypt, doch in ieder geval duidelijk leesbaar zijn. Duidelijke verwijzingen in de tekst naar de opgenomen literatuurlijst zijn noodzakelijk. Dit verslag is tevens een toelichting op de tekening.

Stof- en warmtebalansen kunnen in tabelvorm of als "blokjeschema" worden opgenomen. De tekening, welke op de tekenkamer moet worden gemaakt, bevat een schetsmatige weergave van alle apparaten, die voor het proces nodig zijn. Uit de tekening moet de werking van de apparatuur kunnen worden afgelezen.

Werktuigbouwkundige details behoeven niet te worden gegeven. Wel dient in het verslag aandacht te zijn besteed aan de verschillende constructiematerialen i.v.m. corrosieproblemen.

Eénmaal in de ongeveer 360 dagen moet de katalysator ververst worden, aangenomen, dat, als 10% van het Pt verloren is gegaan, de katalysator zijn werking gaat verliezen, doordat er gaten ontstaan, die lekkage veroorzaken. Het verlies wordt gesteld op 0,24 tr.oz. per 100.000 lbs NH<sub>3</sub>, dat is ca 2,8 g/dag. De brander bevat ca. 10,6 kg Pt. Na 360 dagen is 10% verloren gegaan. (5)

De brander is van roestvrij staal. Over verhitter, ketel en economizer zijn direct aan de brander gebouwd om warmte verliezen te beperken.

De ketel is uitgevoerd als La Mont-ketel. Men kan dit type geheel aanpassen aan de vorm, die -b.v.- de reactor eist. De economizer wordt gevoed met water uit de accumulator. In de economizer wordt het op kooktemperatuur - 225°C bij 20 atm, de stoomdruk - gebracht. Het water gaat vervolgens naar de stoomdom en wordt vandaar in de ketel (boiler) gepompt. De gevormde verzadigde stoom gaat weer naar de stoomdom. De stoom wordt tenslotte in de oververhitter tot de gewenste temperatuur verwarmd, waarna expansie in de stoomturbine volgt.

De temperatuur wordt op twee plaatsen in het systeem geregeld, t.w. onderin op het net en bovenin bij de uitgang van de economizer. Onder wordt een te hoge temperatuur geregeld door een verhoogde luchttoevoer. Boven wordt geregeld door meer watertoevoer in de economizer. Wanneer door de ver-grote watertoevoer het peil in de stoomdom te hoog wordt, wordt de toegang tot de dom afgesloten en wordt het water naar de accumulator afgevoerd.

Voor het starten zijn in de reactor-ketel-sectie enige voorzieningen getroffen. Om direct de reactietemperatuur te bereiken wordt het Pt-net tijdens het starten electrisch verwarmd, tot dat de reactie uit zichzelf verloopt. In dit

*dit is de  
regeling van  
de stoomdruk*

stadium is nog geen oververhitte stoom voor handen. De oververhitter zou dan leeg zijn. Dit brengt ernstige schade aan de apparatuur aan; daarom wordt de oververhitter voor de start met water gevuld. De gevormde - verzadigde - stoom kan echter niet naar de turbine afgevoerd worden - corrosie! - en gaat nu naar de accumulator. Deze situatie blijft bestaan, tot dat de oververhitter oververhitte stoom levert. Zodra dit het geval is, wordt de watertoevoer afgesloten en de afvoer naar de turbine geopend. Deze regeling geschiedt met de hand. Dit is geen bezwaar, omdat het starten slechts één maal per jaar plaats vindt.

#### Restgasverwarmer.

Na de economizer passeren de nitreuze gassen de restgasverwarmer. De restgassen worden van 25°C op 127°C gebracht om in de expansieturbine een voldoende hoge temperatuur te hebben. De nitreuze gassen hebben na de restgasverwarmer een temperatuur van 135°C. Bij deze temperatuur gaat het water in de nitreuze gassen nog net niet condenseren. Dit is heel belangrijk: het afkoelen tot 25°C en de daarbij optredende condensatie van H<sub>2</sub>O moet uiterst snel geschieden, want door de afkoeling treedt de reactie  $2 \text{NO} + \text{O}_2 \rightleftharpoons 2 \text{NO}_2$  op, die gevolgd wordt door de reactie  $3 \text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons 2 \text{HNO}_3 + \text{NO}$ . Het gecondenseerde water bevat dus een bepaald percentage HNO<sub>3</sub>. Dit percentage moet zo laag mogelijk zijn, omdat het condensaat gebruikt wordt bij de NO<sub>2</sub>-absorptie. Bevat het conden-

Startes  
altijd met  
handbediening.

saat veel  $\text{HNO}_3$  dan gaan teveel nitreuze gassen verloren, omdat het aanwezige  $\text{HNO}_3$  minder op kan nemen, immers de restgassen zijn in evenwicht met het inkomende condensaat!

Door Atroshchenko en Yastrebenetzky zijn onderzoeken over de absorptie in de koeler-condensor gedaan (14) en zij zijn tot de volgende formule gekomen:  $C = 8,90 t + 0,4$  -  $C = \% \text{HNO}_3$  in condensaat en  $t =$  doorstroomtijd in seconden -. Het percentage  $\text{HNO}_3$  is rechtevenredig met de contacttijd tussen condensaat en  $\text{NO}_2$ . De contacttijd moet dus zo kort mogelijk zijn om een laag percentage  $\text{HNO}_3$  te krijgen.

Tussen de restgasverwamer en de koeler-condensor wordt zoveel zuurstof gesuppleerd als nodig is om een volledige oxydatie tot  $\text{HNO}_3$  mogelijk te maken.

*lucht?  
Oxmaat?*

#### Koeler-condensor.

X In de koeler-condensor wordt het gas snel - redenen zie hierboven - gekoeld tot  $25^\circ\text{C}$ , waarbij condensatie van de waterdamp, oxydatie van het  $\text{NO}$  en de eerste absorptie van het gevormde  $\text{NO}_2$  plaats vindt. Daarnaast is er <sup>di</sup> polymerisatie van  $\text{NO}_2$  tot  $\text{N}_2\text{O}_4$ . De werking van de koeler-condensor en de absorptieapparatuur, waar dezelfde reacties plaats vinden, is dus zeer complex. In de condensor stroomt het gas door pijpen van boven naar beneden. Buiten de pijpen stroomt water van  $15 - 20^\circ\text{C}$  tussen schotten. De koelwaterstroom ( $155 \text{ m}^3/\text{hr}$ ) wordt geregeld op de uitgangstemperatuur van nitreuze gassen. De koelwatertemperatuur stijgt van  $15^\circ\text{C}$  tot  $20^\circ\text{C}$ . (12, 15)

Absorptie-apparatuur.

Het laatste onderdeel is de absorptie-temperatuur.  
Er bestaat de keuze uit twee oplossingen:

- 1e. absorptietorens
- 2e. absorptievaten

Het tweede systeem heeft als voordelen: een betere warmteuitwisseling, doordat de wand van het vat als warmtewisselend oppervlak gebruikt wordt, - aan de buitenzijde stroomt koelwater en aan de binnenkant bruist het zuur tegen de wand -, terwijl na iedere toren een aparte warmtewisselaar moet volgen om de reactie  $\sqrt{\text{kwijt}}$  te raken; bij de vaten wordt het zuur éénmaal opgepompt en stroomt dan door het hele absorptiesysteem - terwijl na iedere toren gepompt moet worden. Het belangrijkste is, dat de bouwkosten van 9 gepakte torens en 9 warmtewisselaars veel hoger zijn dan van 20 vaten. De nadelen voor de vaten zijn, dat ze ten eerste veel meer plaats innemen dan 9 torens en dat de druk van het restgas met een half atmosfeer vermindert - dit laatste betekent minder energie-terugwinning. Laten we deze voor- en nadelen bekijken volgens gegevens uit Aries en Newton (10):

Vaten

kosten per jaar:

enkelvoudige afschrijving + rente + onderhoudskosten:

$\sqrt{\text{warmte}}$

*Combinatie van beide methoden: zie Chen, Scheff. p. 64.*

vaten	$(\frac{7}{100} + \frac{4}{100} + \frac{7}{100}) \times \$ 300.000 = \$ 54.000$
pomp	$(\frac{7}{100} + \frac{4}{100} + \frac{7}{100}) \times \$ 300 = \$ 54$
verpompkosten: t 100% HNO <sub>3</sub> /jaar x stoomprijs/ton 100% HNO <sub>3</sub>	
	$21.000 \times \$ 0.004 = \$ 84$
energieverlies 21.000 x \$ 1.50	$= \$ 31.500$
	<hr/>
totaal	$\$ 85.638$

Torens

enkelvoudige afschrijving + rente + onderhoudskosten:

torens	$(\frac{7}{100} + \frac{4}{100} + \frac{7}{100}) \times \$ 690.000 = \$ 114.200$
pompen	$(\frac{7}{100} + \frac{4}{100} + \frac{7}{100}) \times \$ 2.700 = \$ 480$
warmtewiss.	$(\frac{7}{100} + \frac{4}{100} + \frac{7}{100}) \times \$ 90.000 = \$ 16.200$
verpompkosten: 21000 x 0,033	$= \$ 690$
	<hr/>
totaal	$\$ 131.570$

De stroomprijs is gesteld op \$ 0,0125 per KWh. Voor de afschrijving is de enkelvoudige gekozen, omdat deze vergelijkbare cijfers voor de gehele productie periode geeft.

Vaten zijn dus ca. \$ 46.000 per jaar of \$ 2.20 per ton voordeliger. Ook Auerbach (13) komt tot de conclusie, dat vaten aanmerkelijk voordeliger zijn.

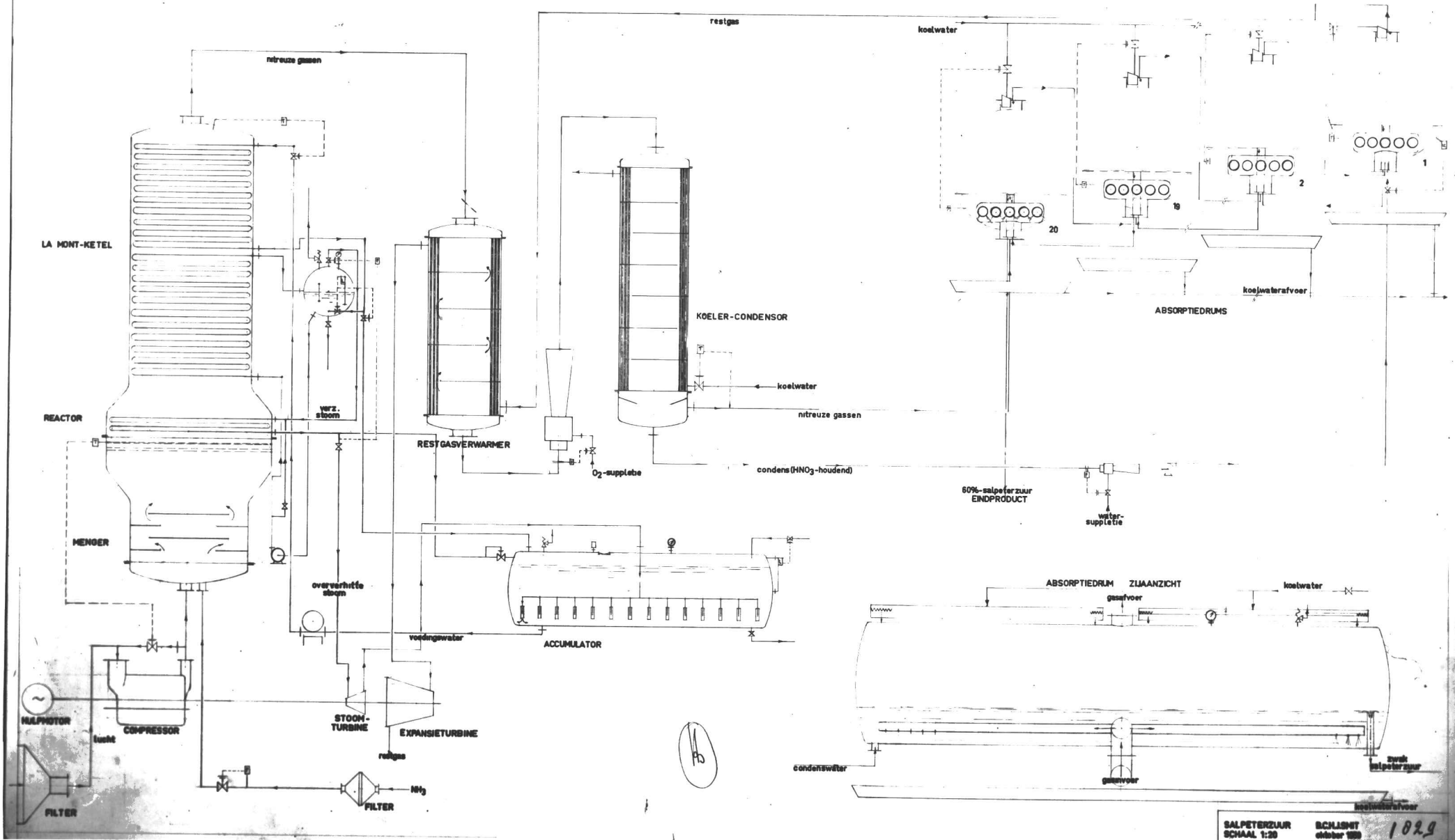
Voor de berekening van de grootte van de vaten is een praktijk-formule van Fauser gebruikt (17):

The first part of the document discusses the importance of maintaining accurate records of all transactions. It emphasizes that every entry should be supported by a valid receipt or invoice. This ensures transparency and allows for easy verification of the data.

In the second section, the author details the various methods used to collect and analyze the data. This includes both manual and automated processes. The goal is to ensure that the data is as accurate and reliable as possible.

The third section provides a detailed breakdown of the results. It shows that there is a significant correlation between the variables being studied. This finding is supported by statistical analysis and is consistent with previous research in the field.

Finally, the document concludes with a series of recommendations for future research. It suggests that further studies should be conducted to explore the underlying mechanisms of the observed effects. This will help to build a more comprehensive understanding of the topic.



LA MONT-KETEL

REACTOR

MENER

RIJPMOTOR

lucht

COMPRESSOR

STOOM-TURBINE

EXPANSIETURBINE

FILTER

NH<sub>3</sub>

ACCUMULATOR

S

KOELER-CONDENSOR

REST GASVERWARMER

60%-salpeterzuur  
ENDPRODUCT

ABSORPTIEDRUMS

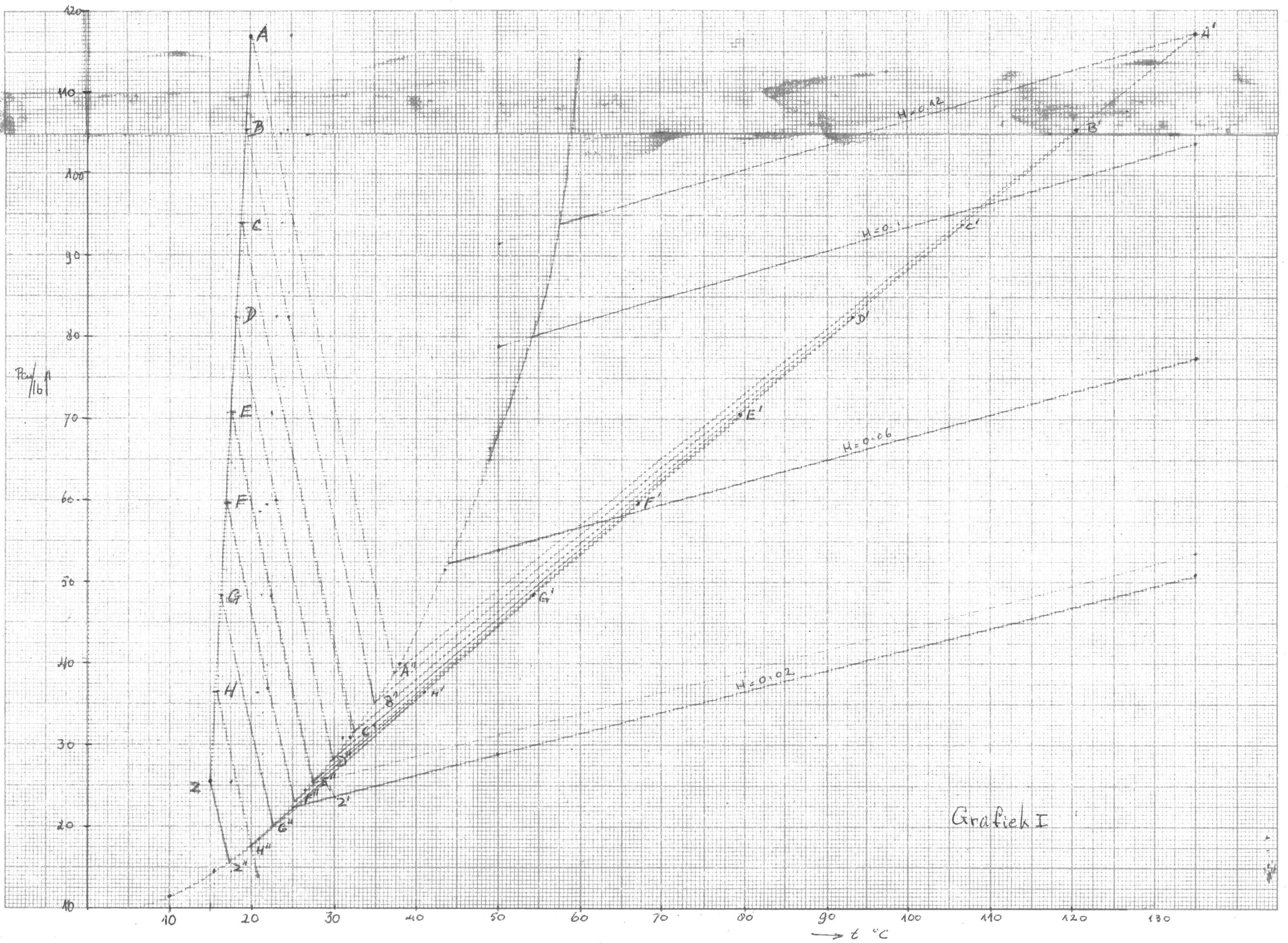
ABSORPTIEDRUM ZIJAAZICHT

SALPETERZUUR  
SCHAAL 1:20

SCHEMTE  
oktober 1929

1029



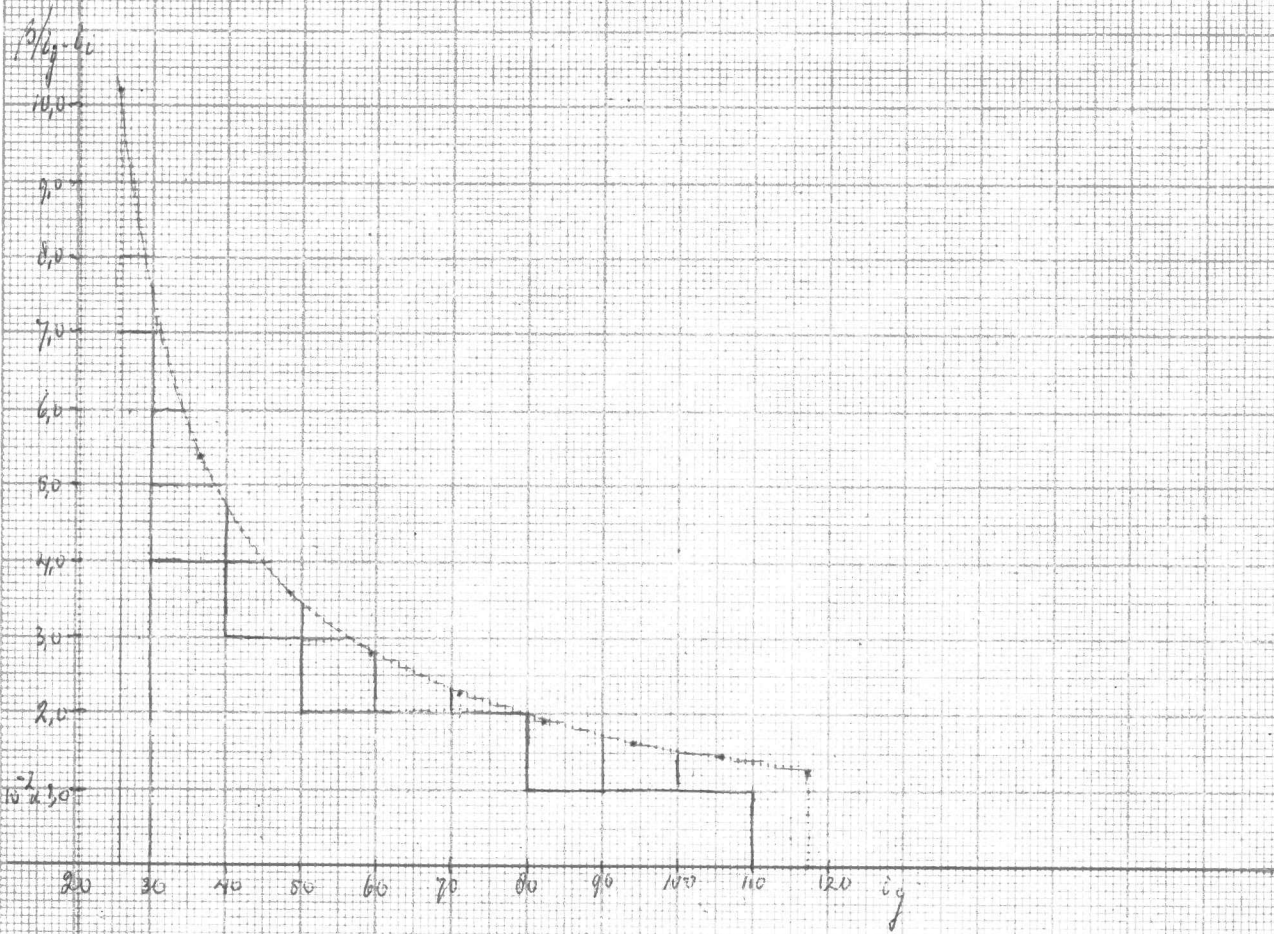




Grafische berekenings

Grafiek II

$$\int_{y_0}^{y_1} \frac{B}{y-u} dy$$



$$V = \frac{1}{p^3} \frac{0,0236}{(0,5a+0,02)^2} \left[ \frac{(0,5a+0,02) \cdot 0,98}{0,02a} + \ln \frac{0,02 (1,5a+0,02)}{0,02a + 0,02} \right];$$

het aantal wordt beperkt door:

$$1 - (1 - \beta)^n = 0,98 \quad n = \text{aantal en } \beta \text{ is hier ca. } 0,21.$$

Men heeft een opstelling van 20 drums. Iedere drum staat ongeveer half vol met vloeistof; in de vloeistof, op de bodem zijn vijf geperforeerde, horizontale pijpen, waardoor het gas in de drum wordt geleid. Dit borrelt door de vloeistof en wordt boven afgevoerd. De vloeistof komt onder binnen en verlaat de drum via een vloeistofoverloop. In drum 20 wordt onder 60 % HNO<sub>3</sub> afgetapt en het gasmengsel uit de koeler-condensor wordt hier ingevoerd; boven wordt het gas afgevoerd naar drum 19; het zuur uit 19 wordt naar 20 geleid. Drum 1 wordt voorzien van het condensaat uit de koeler-condensor plus extra water; het restgas komt ook <sup>uit</sup> deze drum.

Stofbalansen. (in tonnen per uur)

Reactor

	In		Uit
NH <sub>3</sub>	0,675	NO	1,167
N <sub>2</sub>	6,975	N <sub>2</sub>	6,997
O <sub>2</sub>	<u>1,995</u>	H <sub>2</sub> O	1,094
	9,645	O <sub>2</sub>	<u>0,432</u>
			9,690

Koeler-condensor

	In		Uit
NO	1,167	N <sub>2</sub>	6,997
N <sub>2</sub>	6,997	NO <sub>2</sub>	1,774
		H <sub>2</sub> O	0,874
		HNO <sub>3</sub>	<u>0,020</u>

koeler-condensor

In		Uit	
		G	L
NO	1,167	N <sub>2</sub>	6,997
N <sub>2</sub>	6,997	NO <sub>2</sub>	1,774
H <sub>2</sub> O	1,094	O <sub>2</sub>	0,342
O <sub>2</sub>	<u>0,432</u>	H <sub>2</sub> O	<u>0,215</u>
	9,690		9,328
supp.			<u>0,894</u>
O <sub>2</sub>	<u>0,532</u>		
	10,222		10,222

Absorptie

In		Uit	
G	L	G	L
N <sub>2</sub>	6,997	N <sub>2</sub>	6,997
NO <sub>2</sub>	1,774	NO <sub>2</sub>	0,035
O <sub>2</sub>	0,342	O <sub>2</sub>	0,040
H <sub>2</sub> O	<u>0,215</u>	H <sub>2</sub> O	<u>0,215</u>
	9,328		7,287
supp.			<u>3,989</u>
H <sub>2</sub> O	<u>1,054</u>		
	1,948		11,276
	<u>1,948</u>		
	11,276		

Totaal-balans

In	Uit
NH <sub>3</sub>	N <sub>2</sub>
0,675	6,997
N <sub>2</sub>	NO <sub>2</sub>
6,975	0,035
O <sub>2</sub> I	O <sub>2</sub>
1,995	0,040
O <sub>2</sub> II	H <sub>2</sub> O
0,532	0,215
H <sub>2</sub> O	60% HNO <sub>3</sub>
<u>1,054</u>	<u>3,989</u>
11,231	11,276

Warmte-balans

(in  $10^3$  kcal/hr - W  $27^\circ\text{C} = 0$ )

Reactor

In		Uit
NH <sub>3</sub> → NO	2110	reactiegassen
NH <sub>3</sub> → N <sub>2</sub>	60	2170
gassen	<u>-</u>	
	2170	

Oververhitter

reactiegassen	2170	$\phi_w = 174$	gassen	1996
verz. stoom	<u>1941</u>		overv.h.	
	4111		stoom	<u>2115</u>
				4111

Ketel

gassen	1996	$\phi_w = 1280$	gassen	716
water	<u>661</u>		verz.st.	<u>1941</u>
	2657			2657

Economizer

gassen	716	$\phi_w = 234$	gassen	482
water	<u>427</u>		water	<u>661</u>
	1143			1143

Restgasverwarmer

reactiegas	482	$\phi_w = 186,4$	reactieg.	295,6
restgas	<u>-</u>		restgas	<u>186,4</u>
	482			482

Koeler-condensator

reactiegas	295,6	$\phi_w = 776,3$	reactiegas	-
condensatie	480,7		condensatie	-
koelw.	<u>-</u>		koelw.	<u>776,3</u>
	776,3			776,3

Absorptievaten

reactiew. 1420 =  $\phi_w$  = afgevoerd door koelwater.

Berekening

Koeler-condensator

*Mit de berekening zonder dit voorbeeld*

De gevolgde methode is die van Mizushina, Hashimoto en Nakajima,<sup>\*(15)</sup> een grafische punt-voor-punt-berekening.

Mizushina c.s. zijn er in geslaagd het benodigde oppervlak uit te drukken in eenheden, betrekking hebbende op het droge gas, die dus constant blijven, en in eenheden, welke van de relatieve vochtigheid afhankelijk zijn en die uit de grafiek voor elk punt telkens weer berekend moeten worden. De formule is:

\* Chem. Eng. Sc. feb 1959, p. 195

*Pit. 9  
zie list.  
met lijst de  
vinden*

$$A = G_B \frac{c_B}{h_B} \int_{i_{g2}}^{i_{g1}} \frac{di_g}{i_g - i_i} \quad (1)$$

$A$  = oppervlak in sq ft  
 $G_B$  = gasdebiet in lbs/hr  
 $c_B$  = soortelijke warmte in Pcu/lb°C  
 $h_B$  = warmteoverdrachtcoëfficiënt in Pcu/lb sqft hr °C  
 $i$  = enthalpie in Pcu/lb

$\int_{i_{g2}}^{i_{g1}} \frac{di_g}{i_g - i_i}$  te vinden tekent men een enthalpie-temperatuur diagram (1); hierin zet men uit:

1. de verzadigingslijn

$t$ (°C)	$i_i$ (Pcu/lb)
4,5	8,45
10,0	11,3
15,5	14,7
21,1	18,95
26,7	24,3
32,2	31,0
37,8	39,8
43,4	51,3
48,9	66,4
54,5	86,5
60	114,1

2. de lijnen van gelijke vochtigheid:

H	$i_{50\text{ }^\circ\text{C}}$	$i_{135\text{ }^\circ\text{C}}$
0,02	29,0	51
0,06	54	77,5
0,10	79	104
0,12	91,5	117

$H = \text{vochtigheid}$   
in lb/lb

3. de werklijn:

	$t_1$	$i_g$
1 (A)	20	117
2 (Z)	15	25,5

$t_g = \text{temp. koelwater}$   
in  $^\circ\text{C}$

$i_g = \text{enthalpie gas}$   
in Pcu/lb

De werklijn verdeelt men in 8 gelijke stukken: A, B, C t/m Z.

De helling van de nodenlijnen voldoet aan

$$\frac{i_{gA} - i_{iA}}{t_{1A} - t_{iA}} = - \beta_A \frac{h_o c_B}{h_B} = - \frac{h_o c_s}{h_g}$$

De factoren zijn:

1.  $\beta_A = (1 + H_A)^{0,2} = (1,12)^{0,2} = 1,02$

2.  $c_s = 0,3$  (uit grafiek - helling van lijnen van gelijke vochtigheid)  
 $c_s = \text{"humid heat"}$

3.  $h_g = j c_g G'_B / Pr^{2/3}$   $h_g = \text{warmteoverdracht coëff van gas}$

a.  $j = C(Re)^{0,2}$   $j = 0,015$  bij  $Re = 2790$

De afmetingen van de koeler zijn 2' afstand van de schotten, buisdiameter is 0,87 x 1", buisafstand = 1<sup>3</sup>/<sub>4</sub> " aantal buizen 418, diameter koeler = 44".



hier is  $Re = \frac{(9100/3600 \times 0,158) \times 0,022}{23,6 \times 10^{-2}} = 14.900$  (uitgerekend in metrisch stelsel)

dus  $j = 0,026$

b.  $c_g = 0,251 \text{ Pcu/lb } ^\circ\text{C}$  s.w. van gas

c.  $G'_B = 11.700 \text{ lb/sq ft hr.}$  gasdebiet per sq. ft. vrije doorsnede

d.  $(Pr)^{-2/3} = 1,1$

dus  $h_g = 8,4$  en  $c_B/h_B = \frac{c_s}{\beta x h_g} = \frac{0,3}{1,02 \times 8,4} = 0,0344$

4.  $h_0$  is de overall-coëfficiënt voor condenslaag, wand, vuil en koelwater:

$$(h_0)^{-1} = (h_c)^{-1} + (h_w)^{-1} + (h_v)^{-1} + (h_{kw})^{-1}$$

a.  $h_{kw} = j c G' (Pr)^{-2/3}$

a I.  $j = c' (Re)^{-0,2}$   $Re = \frac{(43,14/0,6 \times 0,482) \times 2,56 \times 10^{-2}}{10^{-3}} = 3820$

$j = 0,014.$

a II,  $c = 1 \text{ Pcu/lb } ^\circ\text{C}$

a III,  $G' = 343,000/1,57 \times 2 = 109,000 \text{ lb/sq ft x hr}$

a IV.  $(Pr)^{2/3} = 3,61$

$h_{kw} = 0,014 \times 1 \times 109.000/3,61 = 423 \text{ Pcu/lb sq ft } ^\circ\text{C hr}$

Neem de helft voor het effect van de leiplates.

b.  $h_w = 2730 \text{ Pcu/lb sq ft } ^\circ\text{C hr}$  (zie Bras) (12)

c.  $h_v = 350 \text{ Pcu/lb sq ft } ^\circ\text{C hr}$  (zie Bras) (12)

d.  $h_c = 2000 \text{ Pcu/lb sq ft } ^\circ\text{C hr}$  (zie Bras) (12)

$h_0 = \frac{1}{1/2000 + 1/2730 + 1/350 + 0,87/212} = 128 \text{ Pcu/lb sqft } ^\circ\text{C hr}$

De helling is  $-1,02 \times 128 \times 0,0344 = -4,5.$

$\beta_A \times h_0 \times c_B/h_B$

Het snijpunt van nodenlijn (vanuit A) met de verzadigingslijn is A" ( $i_i, t_i$ ). We verbinden A" met A' ( $i_g, t_g$ ). Het punt met gelijke  $i_g$  als B op deze lijn heet B'. We lezen hier de nieuwe vochtigheid  $H_B$  af en hieruit berekenen we  $\beta_B$  en de nodenlijn door B ( $i_g, t_1$ ). Het nieuwe snijpunt ( $i_i, t_i$ ) heet B"; dit verbinden we met B' etc. Dit herhalen we tot Z". Alle waarden van  $i_g$  en  $i_i$ , zijn nu bekend. Uit de grafiek volgt (1) :

	$i_g$	$i_i$	$i_g - i_i$	$\beta / i_g - i_i$
A	117	39	78	$1,31 \times 10^{-2}$
B	105,5	35,2	70,3	1,45
C	94	31,5	62,5	1,63
D	82,5	28,5	54,0	1,89
E	71	25,5	45,3	2,25
F	59,5	23	36,5	2,80
G	48,5	20	28,5	3,58
H	36,5	17,5	19,0	5,37
Z	25,5	15,5	10,0	10,20

Uit de kromme  $\beta / i_g - i_i$  tegen  $i_g$  (grafiek 2) volgt:

$$\int_{i_{g2}}^{i_{g1}} \frac{\beta \, di_g}{i_i - i_g} = 2,74$$

$$A = 2,74 \times 0,0344 \times 20,100 \text{ sq ft} = 1900 \text{ sq ft.}$$

$$\text{Per ft lengte is het oppervlak } 418 \times \left(\frac{0,87}{12}\right) \times \pi \text{ sq ft} = 95 \text{ sq ft}$$

$$\text{De lengte van de koeler-condensor is dus } \frac{1900}{95} = 20 \text{ ft} = 6,12 \text{ m.}$$

Litteratuur.

Auteurs

- |                                     |     |  |
|-------------------------------------|-----|--|
| Anonym                              | 1.  | Chem. Eng. nov. 1953 p. 150  |
| R.B.Norden                          | 2.  | Chem. Eng. jan. 1956 p. 274  |
| Anonym                              | 3.  | Chem. Eng. Jan. 1952 p. 238  |
| S. Strelzoff                        | 4.  | Chem. Eng. Mei 1956 p. 170   |
| S.L. Handforth<br>J.N. Tilley       | 5.  | Ind. & Eng. Chem. <u>1934</u> p. 1287  |
| Anonym                              | 6.  | Chem. Eng. mei 1958 p. 56  |
| L. Andrussov                        | 7.  | Z. Angew. Chemie <u>1951</u> , p. 350  |
| Westerhoff                          | 8.  | Commercial & Fin. Chronicle 26 juni 1958 p. 5  |
| Anonym                              | 9.  | Commercial & Fin. Chronicle 26 juni 1958 p. 22   |
|                                     | 10. | Aries - Newton: Chemical Engineering cost estimation<br>McGraw-Hill (1955)   |
|                                     | 11. | Chem. Weekblad 52 (1956) p. 61*  |
| G.H. Bras                           | 12. | Chem. Eng. april 1953 p. 223 en mei 1953 p. 238  |
| Auerbach                            | 13. | Ind. Chim. Belge XIX <sup>I</sup> , p. 7   |
| Atrashenko<br>Yastrebenetzky        | 14. | J. appl. Chem, USSR <u>26</u> , p. 221   |
| Mizushima,<br>Hashimoto<br>Nakajima | 15. | Chem. Eng. Sc. feb. 1959, p. 145   |
|                                     | 16. | Fertilisers-production, consumption, prices and trade-<br>in Europe and the United States 1954 - 1957 O.E.E.C.-<br>Paris |
|                                     | 17. | Bruno Waeser: Die Luftstickstoffindustrie 2. Aufl. p. 405  |

\* Symposium over de fabricage van salpeterzuur, waarin artikelen van J.R. Jansen, H.G. Zelders, P.J. Hoftyzer, L.J. Revallier, C. Bokhoven en P. Zwiering.

